

расхода теплоты q_m на 13 % в летнем режиме (метод ОРГРЭС по отношению к физическому) приводит к увеличению $q_э$ в 2,5 раза, что формально делает электроэнергию неконкурентоспособной на рынке при том, что η_{um} имеет наивысшее значение, равное 0,904. Завышенные значения $q_э$ в этом случае свидетельствуют о том, что при замене такой ТЭЦ на ТЭЦ с давлением пара 12,7 МПа или на ГТУ-ТЭЦ удельная и абсолютная выработка электроэнергии на базе тех же тепловых нагрузок возросла бы в несколько раз.

Библиографический список

1. Киселев Г.П. Варианты расчета удельных показателей эффективности работы ТЭЦ: Методическое пособие. М.: Изд-во МЭИ, 2003. 32 с.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНЫХ УСЛОВИЙ ПИРОЛИЗА БЕРЕЗОВСКОГО УГЛЯ И РАСЧЕТ РАВНОВЕСНОГО СОСТАВА ПИРОЛИЗНОГО ГАЗА

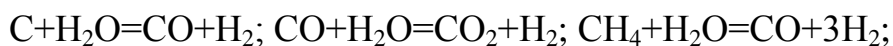
*Папченков А.И., Каграманов Ю.А., Мунц В.А.
УрФУ, papchenkov@yahoo.com*

Целью настоящей работы является определение оптимальных условий пиролиза угля. Использование данной технологии обусловлено необходимостью применения двух видов топлив из исходного (угля): пиролизного газа и полукокса в технологической схеме [1] ПГУ с паровоздушным котлом. Предложенная схема снижает затраты на термообработку угля для топливообеспечения обоих циклов – ГТУ и ПТУ, а также дает возможность повышения КПД существующих котлов за счет сжигания полукокса, вместо угля.

Для расчета был взят Березовский уголь следующего состава: $C^P=44,3\%$; $W^P=33\%$; $H^P=3\%$; $N^P=0,4\%$; $O^P=14,4\%$; $S^P=0,2\%$; $A^P=4,7\%$ с низшей теплотой сгорания $Q_H^P=22650$ кДж/кг [2]. Окислителем является кислород топлива, незначительные присосы воздуха, а также регулируемая подача дополнительного окислителя для поддержания адиабатной температуры процесса. Принципиальное описание конструкции пиролизера можно найти в [1].

Рассматривается процесс, когда свободного углерода в системе нет, а образование сажи термодинамически невозможно ($\alpha_B > \alpha_C$), где α_B – коэффициент подачи окислителя; α_C – значение, ниже которого неизбежно выделение сажи в равновесных продуктах. Расчет был произведен с использованием уравнений материального баланса и равновесия химических реакций водяного газа и конверсии метана водяным паром [3].

Температура пиролиза в условиях, близких к адиабатным, была найдена из уравнения теплового баланса. Чтобы с достаточной полнотой описать химические превращения в пиролизере и найти конечную теплоту, выделившуюся в процессе пиролиза, за основу были взяты уравнения равновесия следующих реакций:



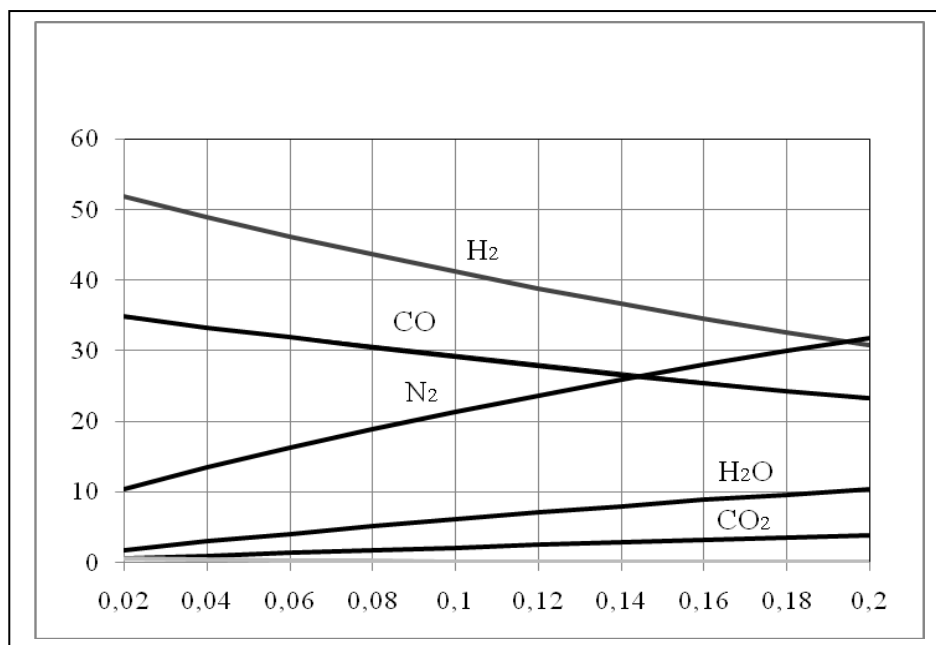
$$K_1 = \frac{M_{CO_2} \times M_{H_2}}{M_{CO} \times M_{H_2O}}; \quad K_2 = \frac{M_{H_2} \times M_{CO} \times p^2}{M_{CH_4} \times M_{H_2} \times M_{H_2O}^2}$$

K_1 и K_2 – константы равновесия реакций, значения которых зависят только от температуры, следовательно равновесие реакций водяного газа и конверсии метана водяным паром при изменении давления в пиролизере не смещается. Методом последовательных приближений были найдены соответствующие температуры в пиролизере при изменении коэффициента подачи окислителя.

Определение диапазона расходных характеристик окислителя на один килограмм угля для максимального выхода желательных продуктов пиролиза должно быть ориентировано на поддержания оптимальной температуры протекания реакции водяного газа, диапазон которой лежит в пределах 800...1000 °С.

Граница сажевыделения в этих условиях получилась равной $\alpha_c=0,0356$. Низкое значение объясняется тем, что в реакции не участвует коксовый углерод. Рабочего состава летучей части рассчитан из элементного состава угля через известную характеристику выхода летучих на горючую массу V^F .

Таким образом, в рамках этого исследования, диапазон варьирования подачи окислителя был ограничен в пределах 0,0356...0,2. Ограничение по верхнему значению обусловлено достаточностью окислителя для прохождения рассмотренных реакций. Диапазон дает возможность регулирования мощности горения за счет изменения дутья-тяги, без значительного уменьшения КПД энергоустановки. В рамках этих значений может осуществляться регулирование адиабатной температуры пиролиза и равновесного состава пиролизного газа. На рисунке представлена зависимость компонентов продуктов реакции от коэффициента подачи окислителя.



Зависимость равновесного состава пиролизного газа (% , ось ординат) от объема подаваемого окислителя (α_v , ось абсцисс)

С увеличением подачи окислителя содержание H_2 и CO падает, значительно возрастает содержание N_2 – основного балласта; монотонно возрастает содержание H_2O и CO_2 ; содержание CH_4 , даже при втором приближении, изменяется незначительно и практически равна нулю, ввиду организации процесса при невысоком давлении. В зависимости от коэффициента подачи окислителя, теплотворная способность пиролизного газа изменяется в пределах $6,87 \dots 10,2$ МДж/м³ (или $5,49 \dots 6,56$ 2 МДж/кг). Низшая теплотворная способность получающегося полукокса в среднем выше в 1,7 раз, чем у угля, а у пиролизного газа – в 0,36 раза ниже при расчете на единицу массы. Количество израсходованной в процессе пиролиза теплотворной способности варьируется в пределах $2,068 \dots 0,999$ МДж/кг пиролизного газа. Это тепловая энергия, необходимая для поддержания адиабатной температуры процесса; утилизация части образовавшихся газов также облегчает прогрев массива топлива [4].

На практике состав продуктов пиролиза более многообразен и сложен. Помимо указанных компонентов, также в разных пропорциях могут образовываться разные побочные продукты, например, такие, как пары смолы и уксусной (древесной) кислоты (CH_3COOH), грамотная утилизация которых играет немаловажную роль, ввиду известных разрушительных и низких теплопроводящих характеристик.

Данная работа служит основой и отправной точкой к детальной разработке принципиальной конструкции пиролизера, разработке схемы утилизации побочных продуктов, схемы разделения потоков горячих и холодных газов, схемы отвода балластных газов, разработке кинетической модели горения, выявление кинетических закономерностей каталитического пиролиза, подбору катализаторов для оптимизации равновесия указанных реакций, разработка математической модели промышленного реактора пиролиза.

Как известно, комбинированная выработка тепловой и электрической энергии, является наиболее экономически целесообразной. Применение технологической схемы, предложенная в [1], может заметно оптимизировать генерацию; пиролизер является одним из ключевых элементов предложенной схемы. При росте цен на энергоресурсы необходимость повышения энергоэффективности при их использовании будет все более возрастать, поэтому уже сейчас актуально стоит вопрос о проведении разработок и внедрении подобных технологий. Рационализация использования минеральных топлив при модернизации существующих ПГУ и угольных котлов в значительной мере может послужить конструктивным решением задач, поставленных руководством нашей страны [5, 6].

Библиографический список

1. Развитие угольных парогазовых технологий / В. Л. Шульман, А. В. Зайцев // Горение твердого топлива: VII Всероссийская конференция с международным участием, 10-13 ноября 2009 г. Новосибирск: Институт теплофизики СО РАН, 2009. Ч. 2. С. 188-193.
2. Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод) / Под ред. д.т.н. Н.В. Кузнецова. М.: Энергия, 1973. С. 182-185.
3. Баскаков А.П. Нагрев и охлаждение металлов в кипящем слое. М.: Металлургия, 1974. С. 24-27.

4. Кислицин А.Н. Пиролиз древесины: химизм, кинетика, продукты, новые процессы. М.: Лесная промышленность, 1990. С. 54.
5. Постановление Правительства РФ от 11.02.1999 № 163 «О подписании Киотского протокола к Рамочной конвенции ООН об изменении климата»
6. Федеральный Закон от 23.11.2009 № 261-ФЗ «Об энергосбережении и о повышении энергетической эффективности и о внесении изменений в отдельные законодательные акты Российской Федерации».

ПУТИ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО И АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

*Пастухов Т.Л., Хомяков А.П.
УрФУ
E-mail: mastertom@list.ru*

Процесс сушки широко используется в промышленных операциях. Нередко можно встретить применение процесса сушки в химических, нефтяных, фармацевтических, сельскохозяйственных, биохимических, пищевых отраслях.

В данной статье приведены некоторые способы повышения эффективности процессов сушки на примере распылительной сушки.

Одним из методов интенсификации процесса сушки является повышение начальной температуры сушильного агента. Чем выше температура сушильного агента, тем меньше его расход, меньше габариты сушилки, выше термический КПД сушилки [1].

Для оценки влияния температуры сушильного агента на показатели работы сушилки и стоимость процесса сушки были выполнены материально-тепловые и технико-экономические расчеты сушилок при начальной температуре воздуха 160, 240 и 320 °С. Расчеты проведены для установки производительностью 2000 кг/ч испаренной влаги при сушке обезжиренного молока с исходным содержанием сухих веществ 46 %. В таблице приведены результаты расчета. Рассмотрено четыре варианта работы сушилок. Первый вариант предусматривает сушку с начальной температурой теплоносителя 160 °С при нагреве теплоносителя в паровом калорифере. При втором варианте теплоноситель подают в сушилку с температурой 240 °С, при чем нагрев его до 160 °С осуществляется в паровом калорифере, а далее в электрокалорифере. По третьему варианту сушилка оснащается паровым и электрическим калориферами, которые нагревают теплоноситель до 320 °С. Четвертый вариант – начальная температура теплоносителя – 320 °С, достигается за счет нагрева в огневом калорифере. Установлено, что с увеличением температуры входящего в сушилку сушильного агента значительно уменьшаются его расходы, установленная мощность электродвигателей, габариты сушильной камеры, поверхность теплообмена калорифера, а вследствие этого и капиталовложения на оборудование. Наиболее рациональным из всех вариантов, приведенных в таблице, является сушильная установка с огневым калорифером, нагревающим теплоноситель до 320 °С.